

# EVALUACIÓN DE LA TRATABILIDAD BIOLÓGICA DE LAS AGUAS RESIDUALES URBANAS DE CORUÑA Y MUNICIPIOS LIMÍTROFES

J. Molina<sup>1</sup>, Jácome A.<sup>1</sup>, Justo E.<sup>1</sup>, Suárez J.<sup>1</sup>, Cagiao J.<sup>2</sup>, Rodríguez J.<sup>2</sup>, González C.<sup>2</sup>

## Resumen:

Las aguas residuales urbanas de Coruña y municipios limítrofes se recogen y transportan hacia la EDAR de Bens donde se someten a desbaste y desarenado aireado para posteriormente ser vertidas al mar a través de emisario submarino. En el futuro estas aguas residuales se depurarán en mayor grado, incluyendo un tratamiento secundario biológico. El objetivo de este estudio fue evaluar la tratabilidad del agua problema para definir criterios de diseño, control y simulación del proceso biológico que constituirá el núcleo de la futura EDAR. La tratabilidad del agua problema se evaluó mediante la determinación de sus fracciones orgánicas con diferentes niveles de degradación y de los coeficientes cinéticos que tienen una mayor influencia tanto en la producción de fangos como en las necesidades de oxígeno de un proceso biológico.

**Palabras clave:** Coeficientes cinéticos, fangos activos, aguas residuales urbanas, reactor piloto continuo, reactor batch, modelación fangos activos.

## INTRODUCCIÓN

Actualmente para el diseño de un proceso biológico de una EDAR es recomendable realizar un estudio de tratabilidad del agua residual con el fin de definir los criterios para el diseño del proceso. Si se pretende realizar una simulación del proceso este análisis resulta imprescindible.

El alcance de un estudio de tratabilidad depende del objetivo del proceso biológico. En este caso el objetivo es un tratamiento secundario de las aguas residuales urbanas de Coruña y su área de influencia. Por tanto, lo imprescindible es determinar las fracciones degradable e inerte de la materia orgánica y los coeficientes cinéticos que mayor influencia tienen sobre la producción de fangos y necesidades de oxígeno del proceso biológico.

Para determinar las diferentes fracciones orgánicas (degradable e inerte) y los coeficientes cinéticos de un agua residual se suele recurrir a realizar ensayos batch de laboratorio. En el presente estudio, para determinar las fracciones orgánicas con diferentes niveles de degradación y los coeficientes cinéticos del agua residual se explotó una planta piloto de fangos activos y se realizaron ensayos batch de laboratorio. Las características de degradación y los coeficientes cinéticos del agua problema fueron medidas en los ensayos batch. La planta de fangos activos se explotó y controló para suministrar la biomasa necesaria para los ensayos batch. La estructura de la experimentación se refleja en el siguiente diagrama.

(1) Grupo de Ingeniería Sanitaria y Ambiental. ETSICCP. Universidade da Coruña. Campus de Elviña s/n. 15071 Coruña.

(2) Confederación Hidrográfica del Norte.

E-mails: t-molina@iccp.udc.es ; jacom@iccp.udc.es ; rodriguez@iccp.udc.es ; suarez@iccp.udc.es

Artículo recibido el 6 de noviembre de 2002 y aceptado para su publicación el 22 de abril de 2003. Pueden ser remitidas discusiones sobre el artículo hasta seis meses después de la publicación del mismo siguiendo lo indicado en las "Instrucciones para autores". En el caso de ser aceptadas, éstas serán publicadas conjuntamente con la respuesta de los autores.

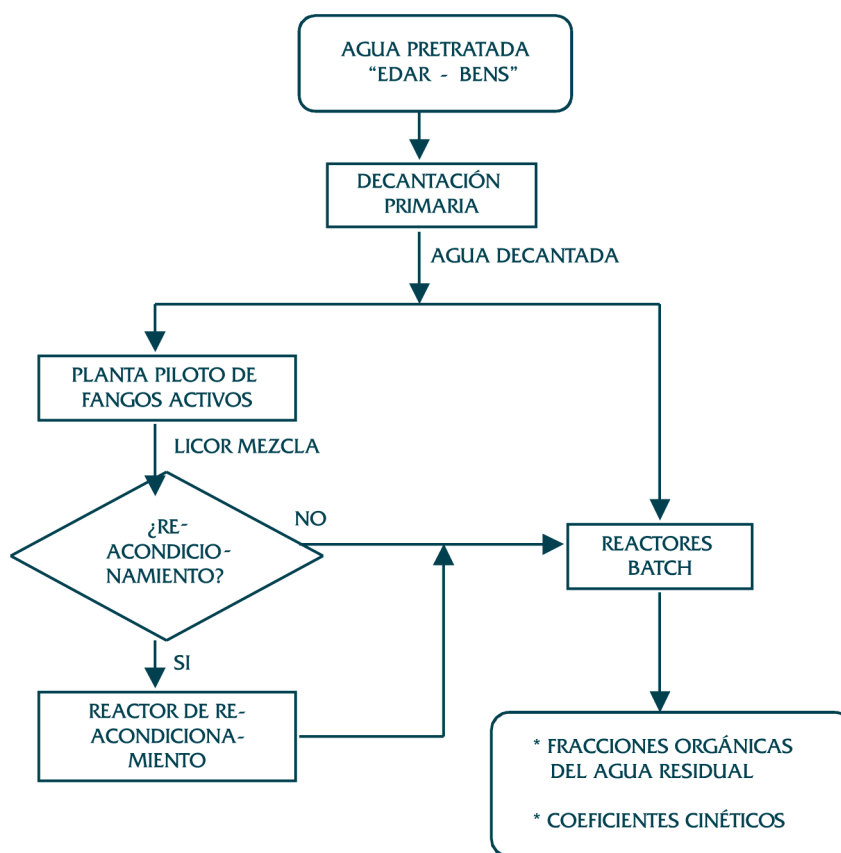


Figura 1.- Esquema de la estrategia experimental

## PLANTA PILOTO DE FANGOS ACTIVOS

La planta piloto de fangos activos consta de un reactor de 41,5 litros de capacidad y un decantador secundario contruidos en metacrilato de 10 mm de espesor. El agua problema se captaba a la salida del pretratamiento de la EDAR de Bens utilizando un toma muestras automático SIGMA 900 programado para que tome una muestra cada hora durante 1 día. El agua pre-tratada se decantaba en un tanque de 50 litros desde el cual se bombeaba hacia el reactor. Para alimentar el reactor, recircular fangos secundarios y purgar fangos en exceso, se utilizaron bombas peristálticas. La purga de fangos en exceso se realizó desde el propio reactor para un mejor control sobre el tiempo de retención celular. El agua tratada (efluente secundario) se recogía en otro tanque de 50 litros de capacidad. Tanto el tanque de afluente como el de recogida de efluente se graduaron volumétricamente para comprobar que el caudal alimentado era igual al de salida.

## Características operacionales del reactor de fangos activos

El reactor de fangos activos se explotó para desarrollar una biomasa adaptada al sustrato problema, para lo cual se considera buena práctica que el sistema funcione en estado estacionario. Para conseguir un estado estacionario sostenido se recomienda que se utilice un tiempo de retención celular, TRC, de 15 a 20 días junto con un tiempo de retención hidráulica, TRH, de 1 día. La tasa de recirculación de fangos se fijó aproximadamente en un 100 %. Las condiciones operacionales medias del sistema se indican en la Tabla 1.

Q(L/d)	TRH(h)	Qrec (L/d)	R	Qpurga (L/d)	TRC (días)
41	25	42	1.04	2.05	22

Tabla 1.- Condiciones operacionales medias del reactor de fangos activos

# EVALUACIÓN DE LA TRATABILIDAD BIOLÓGICA DE LAS AGUAS RESIDUALES URBANAS DE CORUÑA Y MUNICIPIOS LÍMITROFES

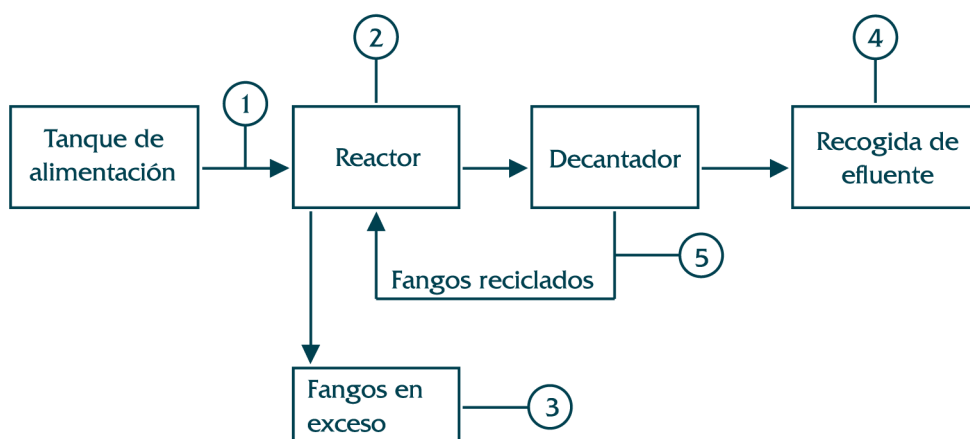


Figura 2.- Sistema de fangos activos: diagrama de flujo y puntos de control

## Funcionamiento del reactor de fangos activos

El control del sistema se realizó mediante la determinación de los parámetros típicos: DQO, DBO, SS, etc; empleando métodos normalizados (APHA-AWWA-WEF, 1992). En la figura 2 se representa los elementos del sistema de fangos activos y sus puntos de control. El plan de seguimiento y control se detalla en la tabla 2. El control y seguimiento se realizó durante un periodo de tres meses. En la tabla 3 se resume la composición media de afluente, efluente, licor mezcla y fangos en exceso del sistema, durante el estado estacionario del periodo experimental.

La composición media del afluente al reactor de fangos activos (Tabla 3) es típica del efluente primario de un tratamiento de aguas residuales urbanas. La razón DBOC/DQO del afluente tiene un valor medio de 0,84 indicativo de un alto grado de biodegradación. Esto se confirmará con los ensayos batch realizados para medir las fracciones orgánicas degradable e inerte del agua problema.

La biodegradación aerobia del agua residual tiene una demanda de nutrientes. Se considera que esta demanda se satisface si el agua problema cumple con la relación  $DBO_5/N/P = 100/5/1$  o lo que es lo mismo:  $DBO_5/N \leq 20$  y  $DBO_5/P \leq 100$ .

Tabla 2.- Plan de control y seguimiento del sistema de fangos activos

Parámetro	Puntos de muestreo					Frecuencia		
	Afluente (1)	Reactor (2)	Fangos (3)	Efluente (4)	Reciclado (5)	Diario	Días alternos	Semanal
DQO	X		X <sup>a</sup>	X		X		
DQOS	X	X		X			X	
DBO				X			X	
DBOC	X			X			X	
DBOS				X			X	
NTK	X	X	X <sup>a</sup>	X		X		
N-NH <sub>4</sub>	X	X		X		X		
N.-NO <sub>2</sub>		X		X	X	X		
N-NO <sub>3</sub>	X	X		X	X	X		
P-PO <sub>4</sub>	X			X				X
SST	X	X	X	X		X		
SSV	X	X						X
Alcalinidad	X	X		X		X		
pH	X	X		X		X		
VCO		X					X	
IVF		X					X	
OD		X				X		
T°C		X				X		

<sup>a</sup> Semanal. DQOS = DQO soluble; DBO = DBO<sub>5</sub>; DBOC = DBO<sub>5</sub> carbonosa; DBOS = DBO<sub>5</sub> soluble; VCO = tasa de consumo de oxígeno; IVF = índice volumétrico de fango.

Basándonos en los valores medios de DBOC, N-Kjeldahl y Fósforo total, en el agua problema se tendría:  $DBOC/N \approx 6$  y  $DBOC/P \approx 26$ . Los indicadores usados señalan que el agua problema reúne los requisitos para ser biodegradada en buen grado.

Tabla 3.- Composición media del sistema de fangos activos en estado estacionario

Parámetro	Puntos de control			
	Afluente (1)	Reactor (2)	Fangos (3)	Efluente (4)
DQO	298	N.R.	1181	69
DQOS	168	49	N.R.	50
DBO	N.R.	N.R.	N.R.	43
DBOC	250	N.R.	N.R.	25
DBOS	N.R.	N.R.	N.R.	30
NTK	43	69	83	8,3
N-NH <sub>4</sub>	33	4,1	N.R.	4,1
N.-NO <sub>2</sub>	N.R.	0,5	N.R.	0,6
N.-NO <sub>3</sub>	1,5	21,3	N.R.	22
P-PO <sub>4</sub>	9,8	N.R.	N.R.	6,8
SST	103	960	943	17
SSV	75	768	810	N.R.
Alcalinidad	211	35	N.R.	30
pH	7,1	6,4	N.R.	6,6
VCO	N.R.	10,9	N.R.	N.R.
IVF	N.R.	207	N.R.	N.R.
OD	N.R.	8,0	N.R.	N.R.
T°C	N.R.	13,5	N.R.	N.R.

N.R.: dato no requerido

El control del sistema de fangos activos se realizó con el objetivo de mantener un régimen de funcionamiento lo más próximo al estado estacionario. El concepto de estado estacionario implica que los parámetros del sistema no varían en el tiempo.

En la práctica se consigue un estado pseudo-estacionario, en el que los parámetros representativos se mantienen estables en un determinado rango. En estado pseudo-estacionario la condición de continuidad establece que en un balance de materia el término de acumulación es nulo. Cuando el componente de interés es la DQO, la carga de DQO afluente debería repartirse entre (Barker y Dold, 1995):

- La DQO total del efluente
- La DQO que sale con la purga de fangos (por síntesis, atrapamiento o absorción)
- La DQO oxidada a CO<sub>2</sub>. En los sistemas estrictamente aerobios esta fracción puede ser estimada a partir de la tasa de consumo de oxígeno (después de deducir el oxígeno demandado por la nitrificación).

En sistemas aerobios no se produce desnitrificación significativa. En el caso estudiado, el oxígeno disuelto promedio en el reactor fue de 8.0 mg/L. La carga de DQO efluente se estima mediante:

$$M_{DQO,ef} = Q * DQOT_{ef} \quad (1)$$

El flujo de DQO incorporado a la biomasa que sale del sistema como fango en exceso, se expresa:

$$M_{DQO,purga} = Q_{purga} X_{fango} f_X \quad (2)$$

Donde  $f_X$  = factor de transformación de SSV a DQO para el que se adopta el valor experimental de 1.44g DQO/g SSV. La cantidad de DQO oxidada que sale del sistema como CO<sub>2</sub>:

$$M_{DQO,oxidada} = VCO * Vr * 24 - (Q * NO_{3,ef}) * 4.57 \quad (3)$$

Tabla 4.- Balance de DQO basado en los valores medios en estado estacionario

Variables	Valores
Q (litros/día)	40.6
Q <sub>purga</sub> (litros/día)	2.05
DQOT <sub>af</sub> (mg/L)	297
DQOT <sub>ef</sub> (mg/L)	69
X <sub>fango</sub> (mg SSV/L)	810
VCO (mg/L/h)	10.93
NO <sub>3,ef</sub> (mg N/L)	21,6
M <sub>DQO,ef</sub> (mg/d)	2801
M <sub>DQO,purga</sub> (mg/d)	2391
M <sub>DQO,oxidada</sub> (mg/d)	6879
M <sub>DQO,sale</sub> (mg/d)	12071
M <sub>DQO,entra</sub> (mg/d)	12058
% DQO	100.1

Por tanto, la  $DQO$  que sale globalmente del sistema es:

$$M_{DQO, \text{ sale}} = M_{DQO, ef} + M_{DQO, \text{ purga}} + M_{DQO, \text{ oxidada}} \quad (4)$$

La carga de  $DQO$  total que entra al sistema:

$$M_{DQO, \text{ entra}} = Q * DQOT_{af} \quad (5)$$

El balance de  $DQO$  sería entonces:

$$\% DQO = \frac{M_{DQO, \text{ sale}}}{M_{DQO, \text{ entra}}} \times 100 \quad (6)$$

Se efectúa el balance de  $DQO$  utilizando los valores medios de las variables consideradas en las ecuaciones 1 a 6 (valores sacados de la tabla 3) obteniéndose una recuperación de  $DQO$  del 100,1 % que es aceptable para un estado pseudo-estacionario (Tabla 4).

## EVALUACIÓN DE LAS FRACCIONES ORGÁNICAS DEGRADABLE E INERTE

Con modelos muy simples se puede estimar la fracción inerte de  $DQO$  del agua residual afluente de un proceso biológico. Por ejemplo, como la diferencia entre la  $DQO$  no soluble y la  $DBO$  última no soluble del efluente de un sistema de fangos activos de baja carga:

$$X_{II} = (DQO - DQOS) - \frac{1}{f} (DBO - DBOS) \quad (7)$$

Donde  $f = DBO_5 / DBO_u = 0.68$  para aguas residuales urbanas (Metcalf & Eddy, 1991). Orhon *et al.* (1994) describen un método experimental para determinar de forma directa las fracciones inerte y degradable del agua residual que consiste en medir únicamente  $DQO$ , cuyas ventajas son:

- La materia orgánica soluble inerte del afluente y la generada en el proceso se identifican por separado, evitando la interferencia de los productos microbianos solubles  $S_p$  en la evaluación de la materia orgánica particulada.
- Otros coeficientes cinéticos y estequiométricos como  $Y_H$ ,  $b_H$ , no se requieren a priori.

El procedimiento se basa en que los productos microbianos inertes, solubles y particulados,  $S_p$  y  $X_p$ , pueden expresarse como una fracción constante de la  $DQO$  biodegradable del afluente,  $C_{SI}$ .

Si se opera un reactor batch durante un tiempo suficiente para agotar la  $DQO$  biodegradable,  $S_p$  y  $X_p$  pueden estimarse mediante las siguientes expresiones:

$$S_p = \alpha_D Y_H C_{SI} = Y_{SP} C_{SI} \quad (8)$$

$$X_p = f_{EX} Y_H C_{SI} = Y_{XP} C_{SI} \quad (9)$$

en las cuales:

$\alpha_D$  = coeficiente de generación de productos inertes solubles

$f_{EX}$  = fracción inerte de la biomasa

$Y_{SP}$  = producción de productos microbianos inertes solubles

$Y_{XP}$  = producción de productos microbianos inertes en suspensión

El procedimiento requiere el uso de dos reactores batch aireados, uno alimentado con la  $DQO$  total,  $C_{T1}$ , (reactor 1) y el otro con la  $DQO$  soluble del agua residual,  $S_{T1}$  (reactor 2). Una vez completada la actividad biológica, cuando han transcurrido de 10 a 12 días (Lesouef *et al.*, 1992), se miden los valores finales de  $DQO$  total y soluble, ( $C_T$ ) y ( $S_T$ ), en los reactores 1 y 2.

En el primer reactor, alimentado con  $C_{T1}$  ( $DQO$  decantada), inicialmente se tiene:

$$C_{T1} = C_{S1} + S_{I1} + X_{I1} \quad (10)$$

Al final del experimento, con la suposición de que  $C_S$  y  $X_H \approx 0$ , es decir, casi toda actividad biológica se ha completado, teóricamente se tendría:

$$(C_T)_1 = (S_p)_1 + S_{I1} + (X_p)_1 + X_{I1} \quad (11)$$

$$(S_T)_1 = (S_p)_1 + S_{I1} \quad (12)$$

Con las medidas realizadas al inicio y final del ensayo en el primer reactor, se calcula: la diferencia entre la  $DQO$  total y soluble remanentes,  $(C_T)_1 - (S_T)_1$ , (Ec. 11 – Ec. 12), y el consumo total de  $DQO$ ,  $(\Delta C_T)_1$ :

$$(C_T)_1 - (S_T)_1 = (X_p)_1 + X_{I1} \quad (13)$$

$$(\Delta C_T)_1 = C_{T1} - (C_T)_1 = C_{S1} - (S_p)_1 - (X_p)_1 \quad (14)$$

En el primer reactor, aplicando las ecuaciones (8) y (9) se obtiene:

$$\begin{cases} (SP)_1 = Y_{SP} C_{SI} \\ (XP)_1 = Y_{XP} C_{SI} \end{cases} \quad (15)$$

Sustituyendo (15) en (14):

$$(\Delta C_T)_1 = (I - Y_{SP} - X_P) C_{S1} \quad (16)$$

En el segundo reactor, alimentado con  $S_{T1}$ , inicialmente se tiene:

$$S_{T1} = S_{S1} + S_{I1} \quad (17)$$

y al final del ensayo:

$$(C_T)_2 = (S_P)_2 + S_{I1} + (X_P)_2 \quad (18)$$

$$(S_T)_2 = (S_P)_2 + S_{I1} \quad (19)$$

Combinando las Ecs. (17), (18) y (19):

$$(C_T)_2 - (S_T)_2 = (X_P)_2 \quad (20)$$

$$(\Delta C_T)_2 = S_{T1} - (C_T)_2 = S_{S1} - (S_P)_2 - (X_P)_2$$

De modo similar al primer reactor, si aplicamos las Ecs. (8) y (9) al segundo reactor:

$$\begin{cases} (SP)_2 = Y_{SP} S_{S1} \\ (XP)_2 = Y_{XP} S_{S1} \end{cases} \quad (21)$$

Sustituyendo en la Ec. (20) la (21) se obtiene:

$$(\Delta C_T)_2 = (I - Y_{SP} - X_P) S_{S1} \quad (22)$$

Combinando las ecuaciones (15) y (21) se obtiene una expresión para  $(X_P)_1$ :

$$(X_P)_1 = (X_P)_2 \frac{C_{S1}}{S_{S1}} \quad (23)$$

La división de la Ec. (16) entre la (22), permite la sustitución en la Ec. (23) de la relación experimental  $(\Delta C_T)_1/(\Delta C_T)_2$  en lugar de  $C_{S1}/S_{S1}$ .

El valor  $(X_P)_2$  se puede medir directamente como  $(C_T)_2 - (S_T)_2$ . Puede calcularse entonces el valor de  $(X_P)_1$  mediante la Ec. (23) y reemplazarlo en la Ec. (13) para obtener:

$$X_{I1} = [(C_T)_1 - (S_T)_1] - [(C_T)_2 - (S_T)_2] \frac{(\Delta C_T)_1}{(\Delta C_T)_2} \quad (24)$$

Todos los términos de la Ec. (24) se obtienen experimentalmente. Así como  $X_{I1}$ , también puede obtenerse directamente el valor de  $S_{I1}$  del ensayo del agua residual. De hecho, restando la Ec. (12) – la Ec. (19):

$$(S_P)_1 - (S_P)_2 = (S_T)_1 - (S_T)_2 \quad (25)$$

Combinando las Ecs. (15), (16), (21), (22) y (25) se obtiene:

$$\begin{aligned} \frac{(S_P)_1}{(S_P)_2} &= \frac{(\Delta C_T)_1}{(\Delta C_T)_2} \\ (S_P)_1 &= \frac{(S_T)_1 - (S_T)_2}{1 - \frac{(\Delta C_T)_2}{(\Delta C_T)_1}} \end{aligned} \quad (26)$$

Reemplazando el valor de  $(S_P)_1$ , dado por la Ec. (26), en la ecuación (12) se obtiene:

$$S_{I1} = (S_T)_1 - \frac{(S_T)_1 - (S_T)_2}{1 - \frac{(\Delta C_T)_2}{(\Delta C_T)_1}} \quad (27)$$

En la Ec. (27) los términos de la derecha se obtienen del ensayo. El experimento también proporciona la fracción de DQO biodegradable,  $C_{S1}$ , sustituyendo los valores de  $X_{I1}$  y  $S_{I1}$  en la Ec. (10):

$$C_{S1} = C_{T1} - X_{I1} - S_{I1}$$

Sustituyendo el valor de  $S_{I1}$  en la Ec. (17) se obtiene la DQO rápidamente biodegradable:

$$S_{S1} = S_{T1} - S_{I1}$$

Finalmente, combinando las Ecs. (9); (20) y (21) se obtiene:

$$Y_H = \frac{(C_T)_2 - (S_T)_2}{f_{EX} S_{S1}} \quad (28)$$

Esta información, fracciones orgánicas y coeficiente de producción, es suficiente para el control, diseño y/o simulación de reactores de eliminación de materia orgánica de mezcla completa en estado estacionario, porque tanto el consumo de oxígeno como la producción de fangos pueden calcularse en base al consumo de materia orgánica biodegradable en el reactor.

## Procedimiento experimental

Se emplearon dos reactores batch aireados de 4 litros cada uno. Un reactor se alimentó con agua residual decantada y el otro con agua filtrada. La aireación se realizó utilizando difusores de aire de acuario. Se empleó un baño de agua termostático para mantener la temperatura próxima a 20 °C.



En cada reactor se controló la *DQO* total y soluble durante un período de tiempo suficientemente largo (11 a 15 días) para conseguir el agotamiento de la *DQO* biodegradable y la mineralización de la biomasa. Al cabo del ensayo los valores  $C_T$  y  $S_T$  permanecían constantes, conteniendo únicamente la *DQO* inerte inicial del agua residual y de los productos microbianos.

Ambos reactores se inocularon con una cantidad mínima de fango activo previamente aclimatado al agua residual. La aclimatación se realizaba en un sistema de llenado-vaciado operado a una carga másica de 1.0 g *DQO*/g SSV/día, un tiempo de retención celular de 2 a 3 días y un tiempo de operación de 4 a 5 días. Germirli (1991) recomienda una concentración inicial de inóculo en los reactores batch de 10 a 50 mg/L, dependiendo de la naturaleza del agua residual.

El experimento depende de la medida de seis valores de *DQO*: la *DQO* total del agua residual,  $C_{T1}$ , alimentada en el primer reactor; la *DQO* soluble del agua residual,  $S_{T1}$ , alimentada en el segundo reactor; y los valores finales de *DQO* total y soluble en cada reactor,  $(C_T)_1$ ,  $(S_T)_1$ ,  $(C_T)_2$  y  $(S_T)_2$ .

Estos valores se usan para calcular cinco parámetros: la *DQO* total consumida en cada reactor,  $C_{T1} - (C_T)_1$  y  $S_{T1} - (C_T)_2$ ; la diferencia entre los valores finales de la *DQO* total y soluble en cada reactor,  $(C_T)_1 - (S_T)_1$  y  $(C_T)_2 - (S_T)_2$ ; y la diferencia de la *DQO* soluble final entre los dos reactores,  $(S_T)_1 - (S_T)_2$ .

## Resultados

Se realizaron 4 ensayos conforme al procedimiento descrito cuyos resultados se resumen en la siguiente tabla:

Tabla 5.- *DQO* degradable e inerte del agua residual urbana decantada de Coruña

Parámetro	Descripción	Ensayo 1	Ensayo 2	Ensayo 3	Ensayo 4	Promedio
$SSV$	Inóculo inicial	92	96	72	66	
$C_{T1}$		324	272	301	301	
$S_{T1}$		200	133	201	201	
$(C_T)_1$		84	91	89	98	
$(S_T)_1$		50	47	47	43	
$(C_T)_2$		60	59	70	69	
$(S_T)_2$		45	44	45	42	
$C_{T1} - (C_T)_1$		240	181	212	203	
$S_{T1} - (C_T)_2$		140	74	131	132	
$(C_T)_1 - (S_T)_1$		34	44	42	55	
$(C_T)_2 - (S_T)_2$		15	15	25	27	
$(S_T)_1 - (S_T)_2$		5	3	2	1	
$S_{SI}$	<i>DQO</i> rápida degradación	162	91	159	161	143
$C_{SI}$	<i>DQO</i> total biodegradable	278	223	258	247	252
$X_{II}$	<i>DQO</i> inerte en suspensión	8	7	2	13	8
$S_{II}$	<i>DQO</i> inerte soluble	38	42	42	40	41
$Y_H$	Producción heterotrofa	0.46	0.82	0.79	0.84	0.73
$f_{XI}$	Fracción inerte en suspensión	0.03	0.03	0.01	0.04	0.03
$f_{SI}$	Fracción inerte soluble	0.12	0.15	0.14	0.14	0.13
$f_I$	Fracción inerte	0.15	0.18	0.15	0.18	0.16
$f_S$	Fracción biodegradable	0.85	0.82	0.85	0.82	0.84
$f_{SS}$	Fracción rápida degradación	0.50	0.33	0.53	0.53	0.47

Todos los valores en mg/L, excepto  $Y_H$  en g *DQO*/g *DQO* y las fracciones orgánicas que son adimensionales.

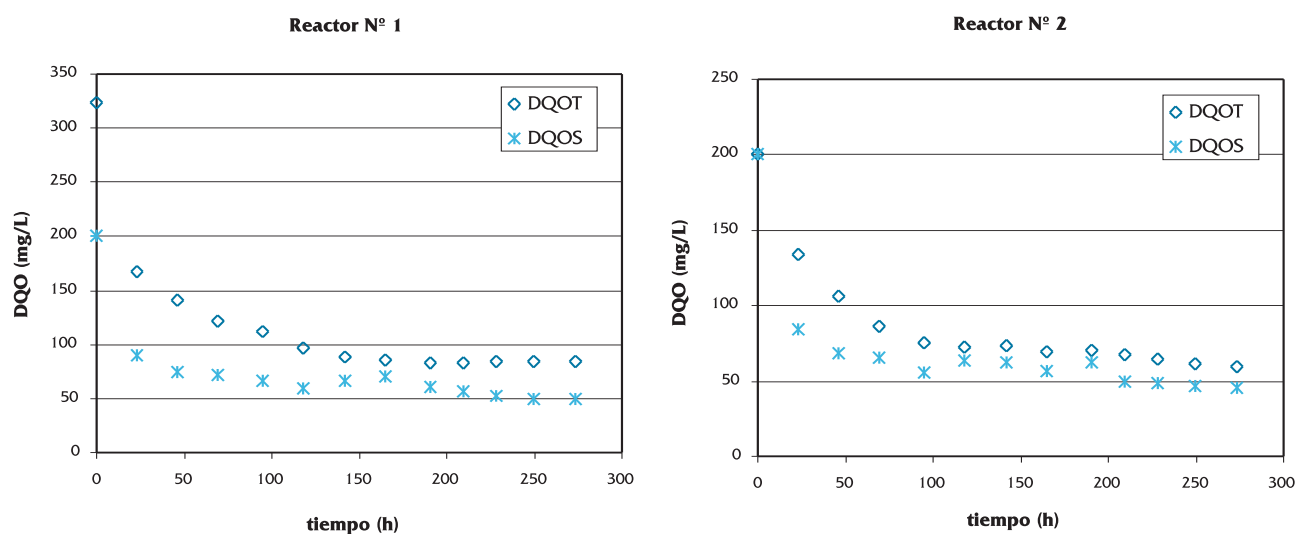


Figura 3. Ensayo para la determinación de las fracciones orgánicas del agua residual urbana decantada de Coruña

A modo ilustrativo se presenta la dinámica del primer ensayo batch para determinar las fracciones orgánicas (Figura 3). Los tres ensayos restantes siguieron una dinámica similar.

La tabla 6 contiene una revisión bibliográfica de datos experimentales de las fracciones de  $DQO$  de aguas residuales urbanas:

Comparando los resultados con la información de la tabla 6, el agua residual urbana decantada de Coruña presenta un elevado índice de rápida degradación orgánica,  $f_{SS}$ , junto con un menor índice de materia orgánica inerte no soluble,  $f_{XI}$ .

## DETERMINACIÓN DE COEFICIENTES CINÉTICOS

Se determinaron aquellos coeficientes cinéticos que tienen mayor influencia sobre la producción de fangos y necesidades de oxígeno en un sistema de fangos activos. Llegado el caso, disponer de información real de estos parámetros permitiría la calibración de un modelo con razonable exactitud.

Tabla 6.- Fracciones orgánicas en aguas residuales urbanas

	Fracciones de la DQO(%)				
	$f_{SI}$	$f_{XI}$	$f_{SS}$	$f_{XS}$	$f_{XH}$
<b>Aguas Residuales Brutas</b>					
Sudáfrica	5	13	20	62	-
Suiza	11	11	32	45	-
Hungría	9	20	29	43	-
Dinamarca	8	19	24	49	-
Suiza					
Flawill (22 °C)	20	9	11	53	7
Tuffenwies (13 °C)	10	8	7	60	15
Dietikon (15 °C)	12	10	8	55	15
Dinamarca-Lundtofte	2	18	20	40	20
<b>Aguas Residuales Decantadas</b>					
España (*)	5 - 10	10 - 15	10 - 25	30 - 60	5 - 15
Dinamarca-Lundtofte	3	11	29	43	14
Suiza-Zurich	10	9	16	40	25
Francia-Pilot	10	13	33	44	-
Francia-Valenton	6	8	25	41	-
Sudáfrica	8	4	28	60	-
<b>Aguas Residuales Pluviales</b>					
Dinamarca-Lundtofte	5	5	56	26	8

Fuente: Modificada de Orhon y Artan (1994) (\*) CEIT (1999) EDAR 1.0 "Manual de Usuario"



Los siguientes parámetros están fuertemente influenciados por la composición del agua residual y se determinaron experimentalmente:

$\mu_{H,max}$ : velocidad máxima de crecimiento específico de heterotrofas ( $d^{-1}$ )

$b_H$ : coeficiente de decaimiento heterotrofo ( $d^{-1}$ )

$\mu_{A,max}$ : velocidad máxima de crecimiento específico de autotrofas ( $d^{-1}$ )

Se incluyó la  $\mu_{A,max}$  como medida de precaución en caso de que se decidiera incorporar la nitrificación en el diseño de la futura EDAR de Coruña.

## Determinación de $\mu_{H,max}$

Para determinar la velocidad máxima de crecimiento específico de las bacterias heterotrofas,  $\mu_{H,max}$ , se emplean mediciones respirométricas. Así, se aprovecha la siguiente relación simplificada entre la tasa de eliminación específica de sustrato y la velocidad máxima de consumo de oxígeno:

$$k_m = \frac{(VCO)_{max}}{1 - Y_H} \cdot \frac{1}{X_H} \quad (29)$$

En la cual,  $X_H$  es la concentración de biomasa heterotrofa.  $Y_H$  debe expresarse en g DQO/g DQO para establecer una equivalencia de oxígeno. La tasa de utilización específica de sustrato,  $k_m$ , puede expresarse en términos de la cantidad diaria de DQO eliminada por unidad de SSV:

$$k_m = \frac{\mu_{H,max}}{Y_H} f_X \quad (30)$$

Igualando las Ecs. (29) y (30) y despejando  $\mu_{H,max}$ :

$$\mu_{H,max} = \frac{Y_H (VCO)_{max}}{f_X (1 - Y_H)} \cdot \frac{1}{X_H} \quad (31)$$

Siendo  $X_H = f_a X_T$ . Esta estructura conceptual fue utilizada por Ekama y Marais (1984) para desarrollar un método respirométrico para evaluar  $\mu_{H,max}$ , que consiste en poner en un reactor batch aireado una mezcla de fango activo con agua residual, ( $V_{ml} + V_{ww}$ ), con una concentración de biomasa total,  $X_T$ . El nivel inicial constante de VCO (en mg/L/h) observado en el ensayo es proporcional a  $\mu_{H,max}$ :

$$\mu_{H,max} = \frac{Y_H}{f_X (1 - Y_H)} \cdot (VCO)_i \cdot 24 \cdot \frac{(V_{WW} + V_{ml})}{f_a X_T V_{ml}} \quad (32)$$

La fracción activa de biomasa,  $f_a$ , se estima digiriendo aeróbicamente la muestra usada en el experimento durante 20–25 días hasta que los SSV remanentes sean básicamente un residuo endógeno inerte. Entonces, la fracción activa puede calcularse mediante:

$$f_a = \frac{X_{TI} - X_{TF}}{X_{TI} (1 - f_{EX})} \quad (33)$$

donde:  $X_{TI}$  = conc. SSV inicial

$X_{TF}$  = conc. SSV final

$f_{EX}$  = fracción inerte de biomasa = 0.20

## Resultados

Se realizaron 4 ensayos según el procedimiento anterior, obteniéndose (Ver tabla 7):

Para  $Y_H$  se emplea el valor medio de 0.73 determinado experimentalmente junto con las fracciones orgánicas (Tabla 5). Para la corrección por temperatura se utilizó un valor de  $\theta = 1.04$ , que es el típico para fangos activos de oxidación carbonosa según Metcalf & Eddy (1995).

Tabla 7. Valores experimentales del coeficiente máximo de crecimiento específico de bacterias heterotrofas,  $\mu_{H,max}$

		Ensayo 1	Ensayo 2	Ensayo 3	Ensayo 4
$(VCO)_i$	mg/L/h	9,23	14,61	52,0	24,0
SSV	mg/L	299	456	1258	938
$V_{ml}$	mL	300	360	500	500
$V_{ww}$	mL	300	380	500	500
$Y_H$	g DQO/g DQO	0,73	0,73	0,73	0,73
$F_X$		1,42	1,42	1,42	1,42
$X_{TI}$		535	456	1258	938
$X_{TF}$		325	289	768	567
$f_a$		0,49	0,46	0,49	0,49
Temperatura	°C	20,1	21,6	22,1	21,7
$\mu_{H,max}$	$d^{-1}$	5,8	6,5	7,7	4,8
$\theta$		1,04	1,04	1,04	1,04
$\mu_{H,max}$ a 20 °C	$d^{-1}$	5,7	6,1	7,1	4,5

### Determinación de $b_H$

En un reactor batch de digestión aerobia de un fango activo, la siguiente expresión puede ser planteada para la velocidad de consumo de oxígeno:

$$VCO = 1,42 (1 - f_{EX}) b_H X_H \quad (34)$$

En la expresión anterior  $X_H$  se expresa en SSV. Por otro lado, de la expresión cinética del proceso de respiración endógena se puede deducir para  $X_H$ :

$$X_H = X_{H0} e^{-b_H t} \quad (35)$$

En la cual  $X_{H0}$  es la concentración inicial de biomasa. Si se sustituye la Ec. (35) en la Ec. (34), se obtiene:

$$\ln VCO = \ln [1,42 (1 - f_{EX}) b_H X_{H0}] - b_H t \quad (36)$$

Se desprende que de un gráfico de  $\ln VCO$  frente a  $t$  se obtendría una recta con pendiente  $-b_H$ . La nitrificación se inhibe mediante la adición de 20 mg/L de n-alitiourea.

### Resultados

Conforme al método descrito se realizaron 4 ensayos con los resultados siguientes:

Tabla 8. Valores experimentales del coeficiente de respiración endógena,  $b_H$

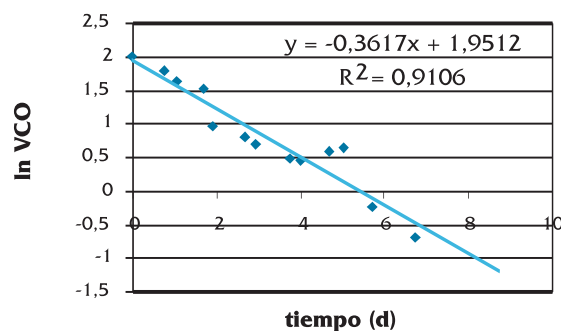
	Ensayo 1	Ensayo 2	Ensayo 3	Ensayo 4
$T_{media}(^{\circ}C)$	20.6	20.6	20.5	20.6
$b_H(d^{-1})$	0.36	0.28	0.32	0.23
$b_H$ a $20^{\circ}C(d^{-1})$	0.35	0.27	0.31	0.22

Se empleó  $\theta = 1.04$  para la corrección del valor de  $b_H$  a  $20^{\circ}C$ , obteniéndose un valor medio de  $0.29 d^{-1}$ . Este valor corresponde al coeficiente de respiración endógena o decaimiento tradicional. Se emplea en los modelos que no tienen en cuenta la producción de sustrato degradable a partir del decaimiento.

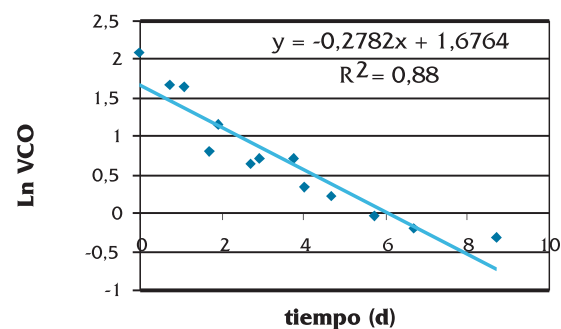
Si por el contrario el modelo a utilizar tiene en cuenta la generación de  $DQO$  degradable a partir del decaimiento (modelo muerte - regeneración) el coeficiente  $b_H$  debe ser modificado mediante la siguiente expresión (Givens et al., 1991):

$$b'_H = \frac{b_H}{1 - Y_H (1 - f_P)} \quad \text{con} \quad f_P = \frac{(1 - Y_H)}{1 - Y_H f_{EX}} f_{EX} \quad (37)$$

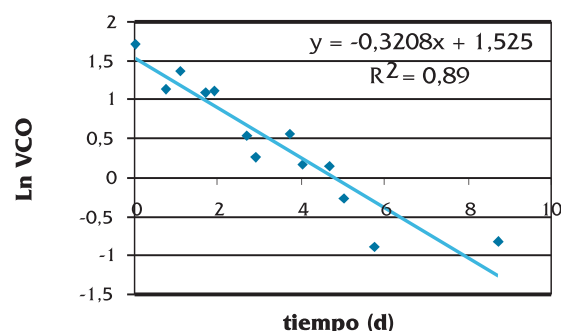
Siendo  $f_P$  la fracción inerte del material endógeno particulado. Si  $f_{EX} = 0.20$ ,  $Y_H = 0.73$  y  $b_H = 0.29 d^{-1}$ , las ecuaciones anteriores producen  $f_P = 0.063$  y  $b'_H = 0.92 d^{-1}$ . De forma gráfica se presentan los resultados de los ensayos batch realizados para la determinación de  $b_H$  (Figura 4(a) – (d)).



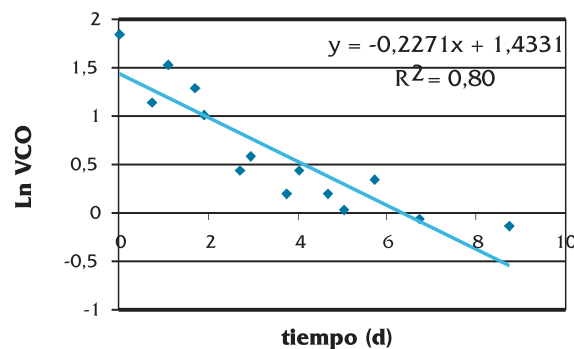
(a)



(b)



(c)



(d)

Figuras 4 (a) – (d). Resultados experimentales de la determinación de  $b_H$

## Determinación de $\mu_{A,max}$

El control del amonio para evaluar  $\mu_A$  tiene una limitación, pues, a la vez que es oxidado a nitrato también se incorpora a la biomasa ya que sirve de fuente de nitrógeno para el crecimiento celular. Es más conveniente el control de la concentración de nitrato, o nitrógeno oxidado, ya que está directamente relacionado con el crecimiento de nitrificantes según:

$$\frac{dS_{NO}}{dt} = \frac{\mu_{A,max}}{Y_A} \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} X_A \quad (38)$$

donde:

- $S_{NO}$  = concentración de nitrógeno oxidado
- $\mu_{A,max}$  = velocidad máxima de crecimiento específico de nitrificantes
- $Y_A$  = coeficiente de producción del crecimiento de nitrificantes
- $S_{NH}$  = concentración de amonio
- $X_A$  = concentración de nitrificantes
- $t$  = tiempo

En condiciones no limitadas por amonio, la velocidad de nitrificación es de orden 0 respecto de  $S_{NH}$ .

Hay un número amplio de procedimientos experimentales para determinar la constante cinética de la nitrificación (reactores en continuo, sistemas batch, llenado-vaciado). Los sistemas batch destacan porque ofrecen un método simple y adecuado para interpretar la cinética de la reacción de nitrificación. La velocidad de crecimiento neto de nitrificantes se define mediante:

$$\frac{dX_A}{dt} = (\mu_{A,max} - b_A) X_A \quad (39)$$

Donde  $b_A$  es la constante cinética de respiración endógena de nitrificantes. En un reactor batch, la concentración de nitrificantes puede calcularse integrando la expresión (39):

$$X_A = X_{A0} e^{(\mu_{A,max} - b_A)t} \quad (40)$$

Reemplazando el valor de  $X_A$  en la ecuación (38) se obtiene:

$$\frac{dS_{NO}}{dt} = \frac{\mu_{A,max}}{Y_A} X_{A0} e^{(\mu_{A,max} - b_A)t} \quad (41)$$

Integrando la ecuación (41):

$$S_{NO} - S_{NO1} = \frac{\mu_{A,max} X_{A0}}{Y_A (\mu_{A,max} - b_A)} e^{(\mu_{A,max} - b_A)t} - \frac{\mu_{A,max} X_{A0}}{Y_A (\mu_{A,max} - b_A)} \quad (42)$$

donde  $S_{NO1}$  es la concentración de  $N_{OX}$  al inicio del ensayo. El arranque del experimento se hace de tal forma que  $S_{NO1}$  y  $X_{A0}$  sean despreciables, así la ecuación (42) se reduce a:

$$S_{NO} \approx \frac{\mu_{A,max} X_{A0}}{Y_A (\mu_{A,max} - b_A)} e^{(\mu_{A,max} - b_A)t} \quad (43)$$

En forma lineal la expresión (43) tiene la siguiente forma:

$$\ln S_{NO} = \ln \frac{\mu_{A,max} X_{A0}}{Y_A (\mu_{A,max} - b_A)} + (\mu_{A,max} - b_A)t \quad (44)$$

Si en el ensayo la concentración inicial de amonio es muy elevada predominará el crecimiento sobre el decaimiento celular, de modo que la expresión (44) se reduce a:

$$\ln S_{NO} = \ln \frac{X_{A0}}{Y_A} + \mu_{A,max} t \quad (45)$$

Siendo  $S_{NO}$  la concentración de nitratos. Al representar  $\ln S_{NO}$  frente a  $t$  se obtiene una recta cuya pendiente es  $\mu_{A,max}$ . Para mantener el pH en torno a 7.2 se agregó bicarbonato de sodio en polvo.

## Resultados

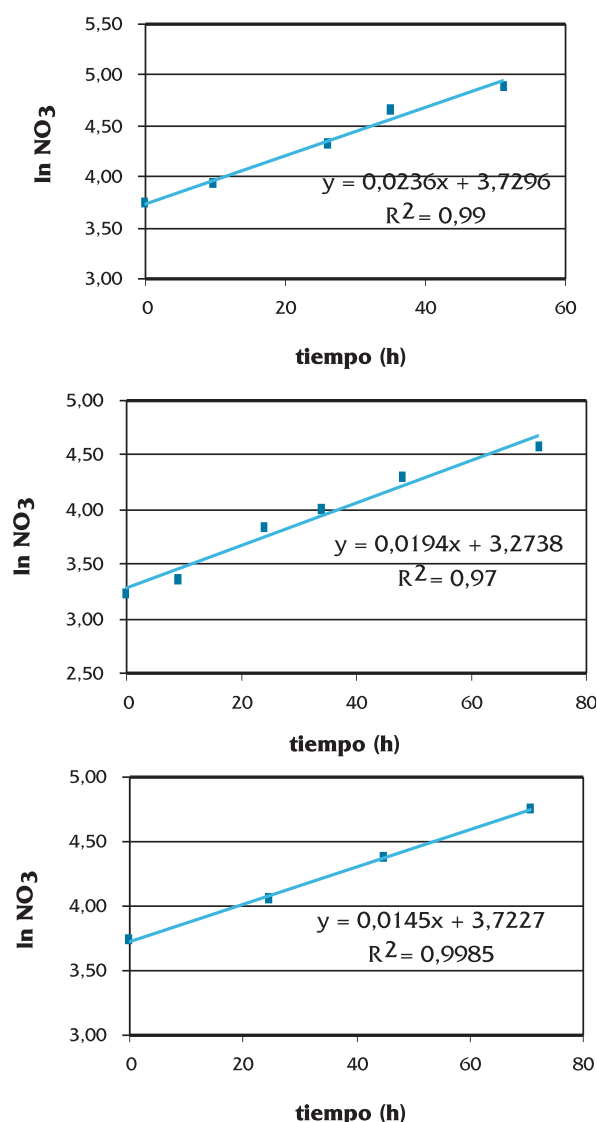
Se realizaron 3 ensayos conforme al procedimiento descrito. Los resultados se resumen en la siguiente tabla:

Tabla 9. Valores experimentales del coeficiente máximo de crecimiento específico de bacterias nitrificantes,  $\mu_{A,max}$

	Ensayo 1	Ensayo 2	Ensayo 3
$S_{NH}$ a $t=0$ (mgN/L)	200	281	261
Tmedia(°C)	20.8	20.9	21.1
$\mu_{A,max}$ (d <sup>-1</sup> )	0.57	0.47	0.35
$\mu_{A,max}$ a 20°C(d <sup>-1</sup> )	0.53	0.43	0.31

Para corregir el valor de  $\mu_{A,max}$  a 20°C se ha empleado  $\theta=1.1$  (Dold y El-Halaby, propuesto). El rango típico de  $\theta$  es de 1.08 a 1.123 (Henze *et al.*, 2000). El valor medio de  $\mu_{A,max}$  a 20 °C resulta de 0.42 d<sup>-1</sup>.

El detalle de los ensayos se observa en las figuras 5(a) – (c):



Figuras 5 (a) – (c). Determinación experimental de  $\mu_{A, \max}$

Al inicio de los ensayos de nitrificación se puede observar ciertas desviaciones debido a las hipótesis sobre las concentraciones iniciales de nitratos y de biomasa. El efecto limitante del amonio también puede producir cierto sesgo hacia el final de la experimentación.

## CONCLUSIONES

El agua residual urbana decantada de Coruña y su área de influencia presenta un buen índice de biodegradación de materia orgánica y un contenido de nitrógeno y fósforo adecuado para un tratamiento biológico.

La composición media del agua residual decantada corresponde a la de un agua medianamente cargada.

Debido al bajo valor de la fracción orgánica inerte del agua residual decantada el rendimiento de un proceso biológico debería ser elevado siempre que se diseñe y configure adecuadamente.

Es recomendable utilizar los valores de los parámetros cinéticos y estequiométricos evaluados experimentalmente para la simulación del funcionamiento del proceso biológico que podría utilizarse como sistema de depuración.

Con los parámetros cinéticos y estequiométricos determinados se podrá estimar con suficiente exactitud la producción de fangos y las necesidades de oxígeno del proceso biológico de la futura EDAR de Coruña.

## AGRADECIMIENTOS

La investigación se realizó mediante un convenio entre EYSER, S.A. y la Fundación Universidade da Coruña con el financiamiento de la Confederación Hidrográfica del Norte. La participación de D<sup>a</sup> Judith Molina fue como Bolseira Predoctoral de la Secretaría Xeral de Investigación y Desenvolvemento de la Xunta de Galicia.

## LISTA DE SÍMBOLOS

$b_A$	coeficiente de respiración endógena nitrificantes ( $\text{d}^{-1}$ )
$b_H$	coeficiente de respiración endógena o decaimiento heterotrofo tradicional ( $\text{d}^{-1}$ )
$b'_H$	coef. Respiración endógena modelo muerte-regeneración ( $\text{d}^{-1}$ )
$C_S$	DQO degradable (mg/L)
$C_T$	DQO total (mg/L)
$DBO$	$\text{DBO}_5$ (mg/L)
$DBOC$	$\text{DBO}_5$ carbonosa (mg/L)
$DBOS$	$\text{DBO}_5$ soluble (mg/L)
$DQOS$	DQO soluble (mg/L)
$DQOT_{af}$	concentración de DQO en el afluente (mg/L)
$DQOT_{ef}$	DQO total efluente (mg/L)
$f$	relación $\text{DBO}_5/\text{DBO}_u$
$f_a$	fracción activa de biomasa
$f_{EX}$	fracción inerte de la biomasa
$f_p$	fracción inerte del material endógeno particulado

$f_X$	factor de transformación de SSV a $DQO= 1,44 \text{ mg } DQO/\text{mg SSV}$
$f_{XI}$	fracción $DQO$ inerte en suspensión
$f_{SI}$	fracción $DQO$ inerte soluble
$f_{SS}$	fracción $DQO$ rápidamente degradable
$I_{VF}$	índice volumétrico de fangos ( $\text{mL/g}$ )
$k_m$	tasa específica de eliminación de sustrato ( $\text{g } DQO \text{ elim.}/\text{g SSV/d}$ )
$M_{DQO,ef}$	carga de $DQO$ efluente ( $\text{mg/d}$ )
$M_{DQO,entra}$	carga de $DQO$ afluente al sistema de fangos activos ( $\text{mg/d}$ )
$M_{DQO,oxidada}$	flujo de $DQO$ oxidado a $\text{CO}_2$ ( $\text{mg/d}$ )
$M_{DQO,purga}$	flujo de $DQO$ en el fango en exceso ( $\text{mg/d}$ )
$M_{DQO,sale}$	flujo global de $DQO$ que sale del sistema de fangos activos ( $\text{mg/d}$ )
$NO_{3,ef}$	concentración de nitrato en el efluente ( $\text{mg N/L}$ )
$Q$	caudal ( $\text{L/d}$ )
$Q_{purga}$	caudal de purga de fangos en exceso ( $\text{L/d}$ )
$Q_{rec}$	caudal de recirculación ( $\text{L/d}$ )
$R$	porcentaje de reciclado de fangos
$S_I$	$DQO$ inerte soluble ( $\text{mg/L}$ )
$S_P$	$DQO$ de los productos microbianos solubles ( $\text{mg/L}$ )
$S_S$	$DQO$ rápidamente degradable ( $\text{mg/L}$ )
$TRC$	tiempo de retención celular ( $\text{d}$ )
$TRH$	tiempo de retención hidráulica ( $\text{h}$ )
$VCO$	tasa de consumo de oxígeno ( $\text{mg/L/h}$ )
$V_r$	volumen de reacción ( $\text{L}$ )
$V_{ww}$	volumen de agua residual ( $\text{mL}$ )
$V_{ml}$	volumen de licor mezcla ( $\text{mL}$ )
$X_{fango}$	SSV en el fango en exceso ( $\text{mg/L}$ )
$X_I$	$DQO$ inerte no soluble ( $\text{mg/L}$ )
$X_P$	$DQO$ de los productos microbianos en suspensión ( $\text{mg/L}$ )
$X_T$	concentración de biomasa total ( $\text{mg SSV/L}$ )
$Y_A$	coeficiente de producción del crecimiento de nitrificantes ( $\text{g v/g N}$ )
$Y_H$	producción heterotrofa ( $\text{g } DQO \text{ celular/g v sustrato}$ )
$Y_{SP}$	producción de productos microbianos inertes solubles
$Y_{XP}$	producción de productos microbianos inertes en suspensión

## Griegas

$\alpha_D$	coeficiente de generación de productos inertes solubles
$\mu_{A,max}$	velocidad máxima de crecimiento específico de nitrificantes ( $\text{d}^{-1}$ )
$\mu_{H,max}$	velocidad máxima de crecimiento específico de heterotrofas ( $\text{d}^{-1}$ )

## Subíndices:

- 1 reactor batch nº 1 alimentado con la  $DQO$  decantada del agua problema
- 2 reactor batch nº 2 alimentado con la  $DQO$  soluble del agua problema

## REFERENCIAS

- APHA-AWWA-WPCF. (1992). Métodos Normalizados para el Análisis de las Aguas. Edición española por Díaz de Santos. Madrid.
- Barker P.S., Dold P.L. (1995) "COD and nitrogen mass balances in activated sludge systems". Wat. Res. 29 (2): 633-643.
- CEIT (1999) EDAR 1.0. Software Ingeniería Medioambiental. Manual de Usuario.
- Dold P., El-Halaby H. (propuesto). "Wastewater characterization for activated sludge modelling. Part II – SBR method for measuring nitrification rate". (borrador).
- Ekama, G.A. y Marais G.V.R. (1984) "Nature of municipal wastewaters", en Theory, Design and Operation of nutrient removal activated sludge process, Capítulo 2, Pretoria, Sudáfrica, WRC.
- Germirli F., Orhon D., Artan N. (1991) "Assessment of the initial inert soluble COD in industrial wastewaters". Wat. Sci. Tech. 23: 1077-1086.
- Givens, S.W., Brown E.V., Gelman S., Grady C.P.L., Skedsvold D.A. (1991) "Biological process design and pilot testing for a carbon oxidation, nitrification, and denitrification system". Environmental Progress 10 (2): 133 – 146.
- Henze M., Gujer W., Mino T. y van Loosdrecht M. (2000) "Activated Sludge Models ASM1, ASM2 and ASM3". Scientific and Technical Report Nº 9. IWA Task Group on Mathematical Modelling for Design and Operation of Biological Wastewater Treatment. ISBN 1-900222-24-8. Londres. Inglaterra.
- Lesouef A., Payraudeau M., Rogalla F., Kleiber B. (1992) "Optimizing nitrogen removal reactor configurations by on-site calibration of the IAWPRC activated sludge model". Wat. Sci. Tech. 25(6): 105-123.
- Metcalf & Eddy (1995) "Ingeniería de Aguas Residuales: tratamiento, vertido y reutilización". McGraw-Hill – España, ISBN: 84-481-1607-0. Págs. 1485.
- Orhon D., Artan N. (1994) "Modelling of activated sludge systems" Technomic Publishing Company, Inc., ISBN 1-56676-101-8. pp. 587.